

УДК 66.011

ВЫБОР ОПТИМАЛЬНОЙ СХЕМЫ РАЗДЕЛЕНИЯ СМЕСИ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ МЕТОДОМ РЕКТИФИКАЦИИ

М.К. Захаров, А.А. Бойчук[@]

МИРЭА – Российский технологический университет (Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова), Москва 119571, Россия

[@] Автор для переписки, e-mail: boychuk.nastena@mail.ru

Определены затраты теплоты в ректификационных колоннах для разделения четырехкомпонентной газовой смеси на газофракционирующих установках с различной последовательностью отбора компонентов. Использован метод выбора оптимальной схемы, основанный на понятии «внутреннее энергосбережение при ректификации». Показано, что затраты теплоты при разделении бинарных и трехкомпонентных смесей с получением продуктов разделения одинаковой чистоты связаны с величиной внутреннего энергосбережения. Проведен расчет внутреннего энергосбережения в системе из трех колонн для разделения четырехкомпонентной смеси. Расчет показал, что уменьшение суммарных затрат теплоты на разделение можно объяснить увеличением внутреннего энергосбережения в колонне, а, соответственно, и – среднего внутреннего энергосбережения в системе колонн. Проведено сравнение результатов расчета трех схем разделения четырехкомпонентных смесей с использованием программного пакета Aspen Plus при различных методах описания фазового равновесия: NRTL, Пенга-Робинсона, Чео-Сидера. Показано совпадение результатов расчета по моделям Пенга-Робинсона и Чео-Сидера.

Ключевые слова: ректификация, газофракционирующая установка, четырехкомпонентная смесь, флегмовое число, внутреннее энергосбережение при ректификации.

Для цитирования: Захаров М.К., Бойчук А.А. Выбор оптимального варианта разделения многокомпонентных смесей с учетом внутреннего энергосбережения в колоннах // Тонкие химические технологии / Fine Chemical Technologies. 2018. Т. 13. № 3. С. 23-29.

SELECTING THE OPTIMUM SCHEME OF THE SEPARATION OF HYDROCARBON GASES BY DISTILLATION

M.K. Zakharov, A.A. Boychuk[@]

MIREA – Russian Technological University (M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies), Moscow 119571, Russia

[@] Corresponding author e-mail: boychuk.nastena@mail.ru

The heat costs in distillation columns were determined for the purpose of separating a four-component gas mixture in gas fractionators with various component selection sequences. A method for selecting the optimal scheme was developed. It is based on the concept of “internal energy saving” upon rectification. Internal energy saving means multiple steam operation on the plates of a distillation column, namely, its condensation on each plate with the release of the heat of condensation, which is used for the evaporation of the liquid entering the plate to obtain a new steam composition. It was shown that when binary and three-component mixtures are separated and products of equal purity are obtained, the heat costs are related to the internal energy saving. The calculation of the internal energy saving in a three-column system for the separation of a four-component mixture was carried out. The calculation confirms that, as the internal energy saving increases and, accordingly,

the average internal energy saving in the system of columns increases, the total heat consumption is reduced. The results of calculating three separation schemes of the four-component mixture were compared using the program Aspen Plus with different methods for describing the phase equilibrium (NRTL, Peng-Robinson, Chao-Seader) was carried out. It was shown that the calculations with the use of Peng-Robinson and Chao-Seader methods match.

Keywords: rectification, gas fraction plant, four-component mixture, reflux ratio, internal energy saving.

For citation: Zakharov M.K., Boychuk A.A. Selecting the optimum scheme for the separation of hydrocarbon gases by distillation. *Tonkie khimicheskie tekhnologii / Fine Chemical Technologies*. 2018; 13(3): 23-29. (in Russ.)

На современных нефте- и газоперерабатывающих заводах потоки углеводородных газов с разных установок после их очистки (в основном, от сернистых соединений) и осушки направляются на газофракционирование [1, 2]. Процесс разделения смеси газов происходит на газофракционирующих установках (ГФУ) и представляет собой весьма трудную задачу. Ректификационные колонны, используемые для разделения газов, содержат большое число тарелок и обычно работают под высоким давлением [3].

Поскольку процесс ректификации является достаточно энергоемким, постоянно предлагаются новые способы энергосбережения при разделении жидких и газовых смесей [4–12]. Как правило – это внешнее энергосбережение, для получения которого используют теплоту уходящих потоков, применяют тепловые насосы различных видов и пр. [13, 14].

Показано [15], что выбор оптимальной схемы разделения многокомпонентных смесей методом ректификации может быть выполнен с учетом внутреннего энергосбережения в колоннах. Под внутренним энергосбережением мы понимаем [16, 17] эффективность использования парового потока в колонне. Насыщенный пар, поступающий на тарелку, имеет более высокую температуру, чем жидкость на тарелке. Поэтому происходит его парциальная конденсация до температуры жидкости на тарелке с выделением теплоты, расходуемой на испарение поступающей на тарелку жидкости. Доля конденсирующегося пара зависит от величины жидкостного потока, то есть от флегмового числа R . И чем большая доля парового потока конденсируется на каждой тарелке укрепляющей части колонны, тем более энергосберегающим становится процесс разделения. На тарелках отгонной части колонны паровой поток

меньше жидкостного, и его «работа» (конденсация с выделением теплоты, расходуемой на испарение поступающей на тарелку жидкости) принята за единицу.

При подаче в колонну исходной бинарной смеси при температуре кипения внутреннее энергосбережение (среднее по всей колонне) можно рассчитать по формуле [18]:

$$\mathcal{E}_n = \frac{R}{R+1} \cdot \frac{n_y}{n_y + n_o} + \frac{n_o}{n_y + n_o} \quad (1)$$

В случае подачи исходной смеси на тарелку питания в парожидкостном состоянии внутреннее энергосбережение в колонне с долей пара ψ определяется по формуле [19]:

$$\mathcal{E}_n = \frac{R}{R+1} \cdot \frac{n_y}{n_y + n_o} + \left[1 - \frac{\psi L_1}{(R+1)D} \right] \cdot \frac{n_o}{n_y + n_o} \quad (2)$$

Среднее энергосбережение ректификационной установки при разделении трехкомпонентных смесей можно рассчитать [18] с учетом энергосбережения в колоннах \mathcal{E}_{n_1} (в колонне 1) и \mathcal{E}_{n_2} (в колонне 2) и величин паровых потоков V_1 и V_2 в колоннах по формуле:

$$\mathcal{E}_n = \mathcal{E}_{n_1} \cdot \frac{V_1}{V_1 + V_2} + \mathcal{E}_{n_2} \cdot \frac{V_2}{V_1 + V_2} \quad (3)$$

По такому же принципу можно оценить внутреннее энергосбережение и в схемах, содержащих три ректификационные колонны, при разделении четырехкомпонентных смесей:

$$\mathcal{E}_n = \mathcal{E}_{n_1} \cdot \frac{V_1}{V_1 + V_2 + V_3} + \mathcal{E}_{n_2} \cdot \frac{V_2}{V_1 + V_2 + V_3} + \mathcal{E}_{n_3} \cdot \frac{V_3}{V_1 + V_2 + V_3} \quad (4)$$

Поскольку критерий внутреннего энергосбережения является безразмерной величиной, которую мы используем для оценки эффективности использования пара в колонне, то корректнее оперировать понятием «коэффициент внутреннего энергосбере-

жения». Однако для сохранения преемственности представления материала будем продолжать использовать понятие «внутреннее энергосбережение».

Ранее нами [15] на примере разделения бинарных смесей в одной колонне, тройных смесей в двух

колоннах было показано, что схемам с наименьшими энергозатратами отвечают меньшие значения среднего внутреннего энергосбережения.

Так, при ректификации смеси бензол–толуол разного состава с получением 98% бензола в дистилляте и 98% толуола в кубовом остатке при коэффициенте избытка флегмы $\sigma = 1.1$ отмечено, что при одинаковой степени разделения исходных смесей разного состава затраты теплоты в кипятильнике существенно меньше в режимах с большим флегмовым числом R и, соответственно, с большим внутренним энергосбережением \mathcal{E}_n в колонне. Например, при ректификации с флегмовым числом 4.2 (внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_n в этом случае равно 0.895) затраты теплоты на разделение 1 кг исходной смеси

составили 338 кДж, а при ректификации с флегмовым числом 0.75 ($\mathcal{E}_n = 0.70$) затраты увеличились до 540 кДж/кг. Следует отметить, что в обоих случаях эти затраты сопоставимы с удельной теплотой парообразования смеси. В отличие от разделения методом дистилляции, только в процессе ректификации удастся получить практически чистые компоненты (в данном случае – 98%) при таких малых затратах теплоты. Данный факт объясняется нами наличием внутреннего энергосбережения в ректификационных колоннах.

При ректификации трехкомпонентной смеси бензол–толуол–этилбензол эквимолярного состава получены данные вычислительного эксперимента, представленные в табл. 1.

Таблица 1. Основные показатели работы колонн при разделении эквимолярной тройной смеси бензол (33.3% мол.) – толуол (33.3% мол.) – этилбензол (33.4% мол.)

Колонна	Число тарелок	Номер тарелки питания	Флегмовое число R	Энергосбережение в колонне	Потоки пара в колоннах, кмоль/ч	Среднее внутреннее энергосбережение в двух колоннах	Затраты теплоты, кВт	Суммарные затраты, кВт
I заданное разделение								
1a	25	14	1.802	0.793	85.1	0.830	825	1909
2a	50	25	2.590	0.859	109.3		1084	
II заданное разделение								
1б	25	11	1.480	0.821	154.5	0.822	1533	2262
2б	25	11	1.504	0.824	78.7		729	

Из табл. 1 видно, что меньшим суммарным затратам теплоты при I заданном разделении, равным 1909 кВт, отвечает большее среднее внутреннее энергосбережение (0.830 при I заданном разделении против 0.822 при II заданном разделении). Подчеркнем, что меньшие суммарные затраты теплоты получаются при работе колонн с большими флегмовыми числами (1.802 против 1.48 – в первых колоннах и 2.59 против 1.504 – во вторых при I и II заданных разделениях соответственно).

Естественно предположить, что при разделении четырехкомпонентных смесей суммарные затраты теплоты в трехколонной установке будут наименьшими при большем внутреннем энергосбережении.

Цель данной работы – сравнить затраты теплоты и оценить внутреннее энергосбережение в колоннах для различных схем ректификационных установок при газофракционировании смеси легких углеводородов следующего состава (% мол.): пропан – 33.8, *изо*-бутан – 35.6, *н*-бутан – 15.3, *изо*-пентан – 15.3 и выбрать наиболее оптимальную схему.

Расчет проводился в программном комплексе Aspen Plus на основе трех методов описания фазового равновесия (метод NRTL, метод Пенга-Робинсона, метод Чао-Сидера). Температуры кипения компонентов разделяемой смеси при разных давлениях приведены в табл. 2.

Таблица 2. Температуры кипения компонентов при разных давлениях

Соединение	Брутто-формула	Т. кип. (°C) при давлении			
		1 атм	5 атм	10 атм	20 атм
Пропан	C_3H_8	-42.1	1.4	26.9	58.1
<i>н</i> -Бутан	C_4H_{10}	-0.5	50	79.5	116
<i>изо</i> -Бутан	C_4H_{10}	-11.7	39	69.3	108.7
<i>изо</i> -Пентан	C_5H_{12}	27.8	82.8	114.5	154

Для разделения четырехкомпонентных смесей предложены три принципиальные технологические схемы ректификационного разделения, описанные ниже (см. рисунок).

Согласно схеме 1, широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ) поступает в систему ректификационных колонн при температуре кипения под давлением 10 атм. Предполагается последовательный отбор в виде дистиллятов легких компонентов четырехкомпонентной смеси, а именно: в колонне К-1 отбирается пропан, во второй (К-2) – *изо*-бутан, в третьей (К-3) разделяются *н*-бутан и *изо*-пентан.

По схеме 2 ШФЛУ подается в систему ректификационных колонн, где поочередно из куба отводятся компоненты с самой высокой температурой кипения: из первой колонны К-1 – *изо*-пентан, из второй колонны К-2 – *н*-бутан, а затем в колонне К-3 разделяется бинарная смесь *н*-пропан и *изо*-бутан.

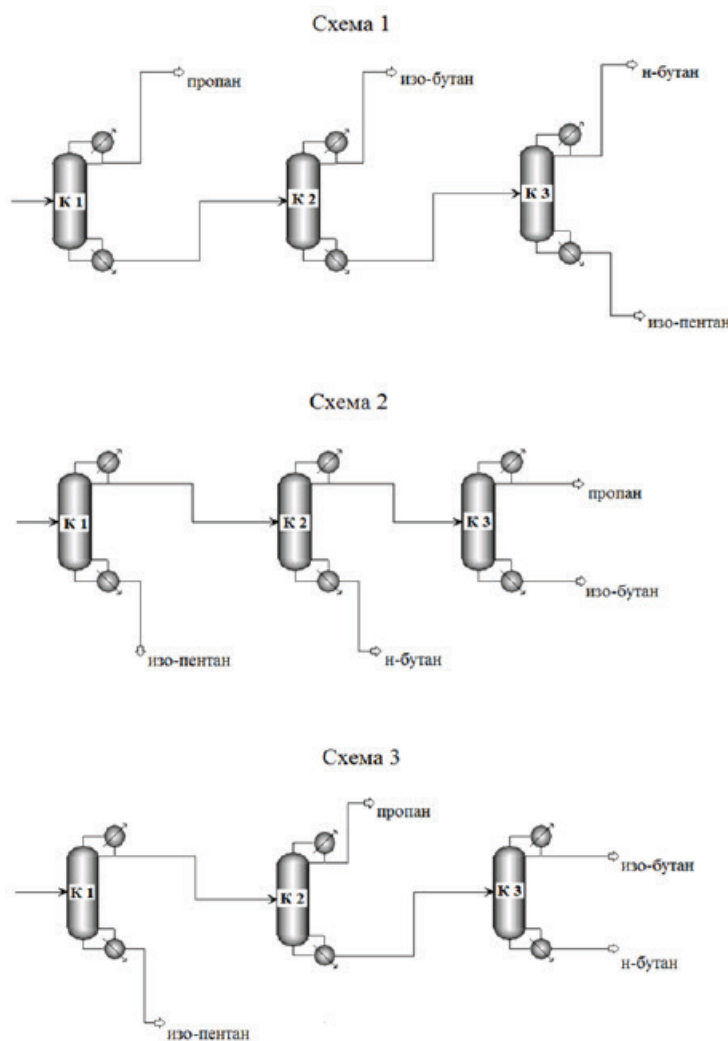
В схеме 3 ШФЛУ подается в колонну К-1, в которой из куба отводится самый тяжелый компонент – *изо*-пентан, во второй колонне К-2 в качестве дис-

тилята отбирается самый легкий компонент – пропан, а затем в третьей колонне К-3 разделяются *н*-бутан и *изо*-бутан. Выбор схемы 3 связан с тем, что ее структура наиболее близка к реализованной сегодня в газоперерабатывающей отрасли ЗАО ЦТК-Евро¹.

Расчет схем включал в себя определение оптимальных параметров работы колонн: числа теоретических тарелок в колонне, номера тарелки питания и флегмового числа, необходимого для достижения чистоты каждого продукта, равной 0.999 мол. дол. Для моделирования фазового равновесия использованы три перечисленные выше уравнения.

На основании выполненных расчетов рассчитано внутреннее энергосбережение в каждой колонне и системе в целом и сопоставлено с затратами теплоты на разделение смеси. Результаты расчетов приведены в табл. 3–5.

Оценка применимости схемы и выбор оптимального варианта разделения смеси были проведены с точки зрения затрат теплоты в кипятильнике и внутреннего энергосбережения.



Варианты схем разделения ШФЛУ.

¹<http://www.ctkeuro.ru/>

Таблица 3. Данные компьютерного расчета схемы 1 (давление во всех колоннах принято равным 10 атм)

Модели парожидкостного равновесия	Уравнение NRTL			Уравнение Пенга-Робинсона			Уравнение Чао-Сидера		
	К 1	К 2	К 3	К 1	К 2	К 3	К 1	К 2	К 3
Номер колонны									
Число теоретических тарелок	80	130	70	84	164	70	82	162	70
Номер тарелки питания	42	65	35	42	88	35	42	84	35
Флегмовое число R	1.78	5	1.94	2.6	8	1.94	2.53	7.7	1.94
Затраты теплоты в колонне Q , кВт	445.7	957	221.7	558.8	1442.3	291.6	548.5	1371.5	275
Суммарные затраты теплоты Q , кВт	1624			2293			2195		
Внутреннее энергосбережение $Эн$	0.811	0.917	0.823	0.861	0.944	0.830	0.855	0.94	0.83
Среднее $Эн$ в колоннах установки	0.874			0.909			0.904		

Таблица 4. Данные компьютерного расчета схемы 2 (давление во всех колоннах принято равным 10 атм)

Модели парожидкостного равновесия	Уравнение NRTL			Уравнение Пенга-Робинсона			Уравнение Чао-Сидера		
	К 1	К 2	К 3	К 1	К 2	К 3	К 1	К 2	К 3
Номер колонны									
Число теоретических тарелок	30	128	48	32	154	59	32	154	59
Номер тарелки питания	16	65	24	16	77	28	16	80	28
Флегмовое число R	0.8	2.9	1.5	0.9	4.2	2.2	0.9	4.7	2.2
Затраты теплоты в колонне Q , кВт	765.4	1243.8	362.7	1220.1	1643.7	456.6	1033.1	1778.3	451.8
Суммарные затраты теплоты Q , кВт	2372			3320			3263		
Внутреннее энергосбережение $Эн$	0.702	0.869	0.8	0.737	0.904	0.852	0.737	0.909	0.852
Среднее $Эн$ в колоннах установки	0.810			0.838			0.849		

Таблица 5. Данные компьютерного расчета схемы 3 (давление во всех колоннах принято равным 10 атм)

Модели парожидкостного равновесия	Уравнение NRTL			Уравнение Пенга-Робинсона			Уравнение Чао-Сидера		
	К 1	К 2	К 3	К 1	К 2	К 3	К 1	К 2	К 3
Номер колонны									
Число теоретических тарелок	34	44	125	48	60	160	48	60	160
Номер тарелки питания	17	23	75	23	29	89	23	29	89
Флегмовое число R	0.72	1.74	4.9	1.1	2.58	6.7	1.1	2.58	6.7
Затраты теплоты в колонне Q , кВт	736.6	403.8	931.9	881.1	515.3	1228.1	876.6	510.2	1207.6
Суммарные затраты теплоты Q , кВт	2072			2625			2594		
Внутреннее энергосбережение $Эн$	0.709	0.809	0.898	0.794	0.865	0.928	0.772	0.865	0.928
Среднее $Эн$ в колоннах установки	0.816			0.872			0.865		

Оценка применимости схемы и выбор оптимального варианта разделения смеси были проведены с точки зрения затрат теплоты в кипятильнике и внутреннего энергосбережения.

При расчете схем ректификационных колонн с получением одинакового набора продуктов заданного качества при использовании трех различных моделей фазового равновесия было выявлено, что результаты, полученные с использованием уравнений Пенга-Робинсона и Чао-Сидера, практически одинаковы. Уравнение NRTL дало отличающиеся результаты. На основании этого сравнения можно

предположить, что применение уравнений состояния Пенга-Робинсона и Чао-Сидера для расчета фазового равновесия и ректификации в колоннах схем разделения подобных смесей является более оправданным.

Полученные результаты (табл. 6) показывают следующее.

Наиболее оптимальной схемой является схема 1. Схема 3, близкая к реализованной на практике, требует несколько больших затрат энергии. Однако следует иметь в виду, что получение пропан-бутановой фракции в качестве верхнего продукта при давлении 20 атм позволяет использовать теплоту конденсации

Таблица 6. Сводная таблица результатов расчетов

№ схемы	Уравнение NRTL		Уравнение Пенга-Робинсона		Уравнение Чео-Сидера	
	Суммарные затраты теплоты ΣQ , кВт	Среднее Δn в колоннах установки	Суммарные затраты теплоты ΣQ , кВт	Среднее Δn в колоннах установки	Суммарные затраты теплоты ΣQ , кВт	Среднее Δn в колоннах установки
схема 1	1624	0.874	2293	0.909	2195	0.904
схема 2	2372	0.81	3320	0.838	3263	0.849
схема 3	2072	0.816	2625	0.872	2594	0.865

паров (примерно 800 кВт) в кипятильнике колонны 2, работающей под давлением 10 атм. При организации такого внешнего энергосбережения схема 3 может стать по общим затратам тепловой энергии более оптимальной. В самом деле, если из суммарных затрат 2594 кВт вычесть 800 кВт, то схема 3 будет менее затратной даже

при учете дополнительной энергии на догрев исходной смеси до температуры кипения при 20 атм.

Безусловно, окончательное решение о преимуществе какой-либо схемы разделения ШФЛУ может быть получено на основании полного технико-экономического расчета.

Список литературы:

1. Муллахметова Л.И., Черкасова Е.И. Попутный нефтяной газ: подготовка, транспортировка и переработка // Вестник Казанского технологического университета. 2015. Т. 18. № 19. С. 83–90.
2. Муллахметова Л.И., Черкасова Е.И., Сибгатулина Р.И., Бикмухаметова Г.К., Мустафина А.М., Салахов И.И. Газофракционирование // Вестник Казанского технологического университета. 2016. Т. 19. № 24. С. 49–55.
3. Леффлер У.Л. Переработка нефти. 2-е изд., пересм. / Пер с англ. М.: ЗАО «Олимп-Бизнес», 2004. 224 с.
4. Тимошенко А.В., Анохина Е.А. Методы энергосбережения при ректификации органических смесей // Ползуновский вестник. 2010. № 3. С. 134–136.
5. Kim Y.H. Design and control of energy-efficient distillation columns // Korea J. Chem. Eng. 2016. V. 33. P. 2513–2521.
6. Soave G., Feliuv J.A. Saving energy in distillation towers by feed splitting // Appl. Therm. Eng. 2002. V. 22. P. 889–896.
7. Анохина Е.А., Тимошенко А.В., Рудаков Д.Г., Тимофеев В.С., Тациевская Г.И., Матюшенкова Ю.В. Энергосбережение в ректификации с использованием комплексов со связанными потоками // Вестник МИТХТ. 2011. Т. 6. № 4. С. 28–39.
8. Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Ohmori T., Akiya T., Takamatsu T. Internally heat-integrated distillation columns: A review // Chem. Eng. Res. Design. 2003. V. 81. № 1. P. 162–177.
9. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation // Journal of Natural Gas Science and Engineering. 2011. V. 3. P. 571–580. doi:10.1016/j.jngse.2011.06.002.
10. Koeijer G., Rosjorde A., Kjelstrup S. Distribution of heat exchange in optimum diabatic distillation columns // Energy. 2004. № 29. P. 2425–2440.

References:

1. Mullakhmetova L.I., Cherkasova E.I. Associated petroleum gas: Preparation, transportation and processing. *Vestnik Kazanskogo tekhnologicheskogo universiteta* = Bulletin of the Kazan' Technological University. 2015; 18(19): 83-90. (in Russ.)
2. Mullakhmetova L.I., Cherkasova E.I., Sibgatullina R.I., Bikmukhametova G.K., Mustafina A.M., Salakhov I.I. Gas fractionation. *Vestnik Kazanskogo tekhnologicheskogo universiteta* = Bulletin of the Kazan' Technological University. 2016; 19(24): 49-55. (in Russ.)
3. Leffler U.L. Petroleum refining. 2nd Edition, revised. Transl. from Engl. Moscow: Olimp-Biznes Publ., 2004. 224 p. (in Russ.)
4. Timoshenko A.V., Anokhina E.A. Energy saving methods for the distillation of organic mixtures. *Polzunovskiy vestnik* (Polzunov Bulletine). 2010; (3): 134-136. (in Russ.)
5. Kim Y.H. Design and control of energy-efficient distillation columns. *Korea J. Chem. Eng.* 2016; 33: 2513-2521.
6. Soave G., Feliuv J.A. Saving energy in distillation towers by feed splitting. *Appl. Therm. Eng.* 2002; 22: 889-896.
7. Anokhina E.A., Timoshenko A.V., Rudakov D.G., Timofeev V.S., Tatsiyevskaya G.I., Matyushenkova Yu.V. Energy saving in distillation using complexes with associated flows. *Vestnik MITHT* (Fine Chem.Tech.). 2011; 6(4): 28-39. (in Russ.)
8. Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Ohmori T., Akiya T., Takamatsu T. Internally heat-integrated distillation columns: A review. *Chem. Eng. Res. Design.* 2003; 81(1): 162-177.
9. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation. *Journal of Natural Gas Science and Engineering.* 2011; 3: 571-580. doi:10.1016/j.jngse.2011.06.002.
10. Koeijer G., Rosjorde A., Kjelstrup S. Distribution of heat exchange in optimum diabatic

11. Petlyuk F.B. Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units. New York: CUP, 2004. 360 p.
12. Saxena N., Mali N., Satpute S. Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation // *Sadhana. Academy Proceed. in Engineering Sciences*. 2017. V. 42. P. 119–128.
13. Захаров М.К. Способы энергосбережения при проведении энергоемких технологических процессов // *Технологии нефти и газа*. 2006. № 1. С. 63–72.
14. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А. Оптимизация теплового насоса в процессах химической технологии // *Хим. пром*. 2001. № 1. С. 18–27.
15. Захаров М.К. Энергетическая эффективность процесса ректификации // *Тонкие химические технологии*. 2015. Т. 10. № 1. С. 29–33.
16. Захаров М.К., Швец А.А. Взаимосвязь внешнего и внутреннего энергосбережения при ректификации бинарных смесей // *Тонкие химические технологии*. 2016. Т. 11. № 1. С. 40–44.
17. Zakharov M., Nosov G., Pisarenko Yu., Gil'tsova L., Shvets A. Comparison of distributed heat supplies along the height of fractionating columns with conventional fractionation // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 2017. V. 51. № 5. P. 708–715.
18. Захаров М.К. Анализ энергосбережения в процессах ректификации // *Химическая технология*. 2008. Т. 9. № 4. С. 177–182.
19. Аббаси М. Энергосбережение в процессах ректификации бинарных и многокомпонентных смесей: дис. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ., 2014. 122 с.
- distillation columns. *Energy*. 2004; (29): 2425–2440.
11. Petlyuk F.B. Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units. New York: CUP, 2004. 360 p.
12. Saxena N., Mali N., Satpute S. Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation. *Sadhana. Academy Proceed. in Engineering Sciences*. 2017; 42: P. 119–128.
13. Zakharov M.K. Ways of energy saving during energy intensive technological processes. *Tekhnologii nefti i gaza* (Gas and Oil Technology). 2006; (1): 63–72. (in Russ.)
14. Ainshteyn V.G., Zakharov M.K., Nosov G.A. Optimization of the heat pump in the processes of chemical technology. *Khimicheskaya promyshlennost'* (Chemical Industry). 2001; (1): 18–27. (in Russ.)
15. Zakharov M.K. Energy efficiency of distillation process. *Tonkiye khimicheskiye tekhnologii / Fine Chemical Technologies*. 2015; 10(1): 29–33. (in Russ.)
16. Zakharov M.K., Shvets A.A. Interrelation of external and internal energy saving during distillation of binary mixtures. *Tonkiye khimicheskiye tekhnologii / Fine Chemical Technologies*. 2016; 11(1): 40–44. (in Russ.)
17. Zakharov M., Nosov G., Pisarenko Yu., Gil'tsova L., Shvets A. Comparison of distributed heat supplies along the height of fractionating columns with conventional fractionation. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 2017; (51)5: 708–715.
18. Zakharov M.K. Analysis of energy saving in distillation processes. *Khimicheskaya tekhnologiya* (Chemical Technology). 2008; 9(4): 177–182. (in Russ.)
19. Abbasi M. Energy saving in the processes of distillation of binary and multicomponent mixtures: Ph.D. (Eng.) Thesis. Moscow, 2014. 122 p. (in Russ.)

Об авторах:

Захаров Михаил Константинович, доктор технических наук, профессор кафедры процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).

Бойчук Анастасия Анатольевна, магистр кафедры процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).

About the authors:

Mikhail K. Zakharov, D.Sc. (Eng.), Professor, N.I. Gel'perin Chair of Processes and Apparatus of Chemical Technology, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russia Technological University (86, Vernadskogo Pr., Moscow 119571, Russia).

Anastasiya A. Boychuk, Master, N.I. Gel'perin Chair of Processes and Apparatus of Chemical Technology, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russia Technological University (86, Vernadskogo Pr., Moscow 119571, Russia).